

PATENT ABSTRACTS OF JAPAN

(11)Publication number : 02-147692

(43)Date of publication of application : 06.06.1990

(51)Int.Cl. C10J 3/54

(21)Application number : 63-299550

(71)Applicant : EBARA CORP

(22)Date of filing : 29.11.1988

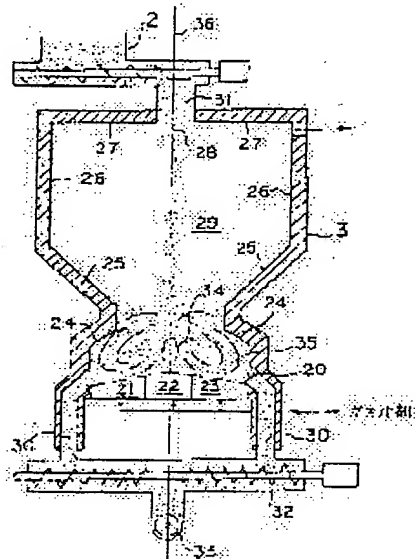
(72)Inventor : FUJINAMI SHOSAKU
OSHITA TAKAHIRO

(54) FLUIDIZED BED GASIFICATION AND FLUIDIZED GAS LAYER OVEN

(57)Abstract:

PURPOSE: To reduce cost, labor, etc., and to improve the efficiency by making it unnecessary to perform the breaking or preparation of a feedstock of a large particle diameter by keeping the fluidized layer in a fluidized layer chamber of a square horizontal section, forming a gas sparger mechanism so that both of its sides are situated beneath its central part.

CONSTITUTION: When a preheated gasifying agent comprising oxygen and steam is injected into the oven through a sparger plate 2 formed so as to have a conical section both of whose sides are situated beneath the central part and which is substantially symmetrical about the center line 36 of the oven, the gasifying agent injected from chamber 21 and 23 on both sides of the sparger plate 20 collide against a slant wall 24 to form a vertical swirl which agitates a fluidizing medium such as silica sand along this swirl to form a swirling fluidized layer 35. The gasifying agent injected from a chamber 22 has a mass velocity smaller than that of the gasifying agent injected from the chambers 21 and 23, and is fluidized by the gasifying agent injected from the chambers 21 and 23 and swept upwardly to form a descending layer 34 which descends under its own weight. Coal is fed to the gasifying oven 3 in this fluidized state from a feeder 2 through a hopper 28 and gasified.



LEGAL STATUS

[Date of request for examination]

[Date of sending the examiner's decision of rejection]

[Kind of final disposal of application other than the examiner's decision of rejection or application converted registration]

[Date of final disposal for application]

[Patent number]

[Date of registration]

[Number of appeal against examiner's decision of rejection]

[Date of requesting appeal against examiner's
decision of rejection]

[Date of extinction of right]

Copyright (C); 1998,2000 Japanese Patent Office

⑫ 公開特許公報(A) 平2-147692

⑬ Int. Cl.³

識別記号

庁内整理番号

⑭ 公開 平成2年(1990)6月6日

C 10 J 3/54

Z 7433-4H

審査請求 未請求 請求項の数 7 (全7頁)

⑮ 発明の名称 流動層ガス化方法及び流動層ガス化炉

⑯ 特 願 昭63-299550

⑰ 出 願 昭63(1988)11月29日

⑱ 発 明 者 藤 並 晶 作 東京都大田区羽田旭町11番1号 株式会社荏原製作所内
 ⑲ 発 明 者 大 下 孝 裕 東京都大田区羽田旭町11番1号 株式会社荏原製作所内
 ⑳ 出 願 人 株式会社荏原製作所 東京都大田区羽田旭町11番1号
 ㉑ 代 理 人 弁理士 吉 嶺 桂 外1名

明 細 書

1. 発明の名称

流動層ガス化方法及び流動層ガス化炉

2. 特許請求の範囲

1. ガス化炉の炉底部より上方に向けて噴出せしめた流動化ガスにより、流動媒体を流動化して形成せしめた流動層により、石炭等をガス化する流動層ガス化方法において、

前記流動層は、水平面断面が矩形状の流動層室内に保持され、

前記流動化ガスは、中央部よりも両側縁部が低く形成されているガス分散機構から噴出せしめられ、

前記流動化ガスの質量速度を、前記炉底の中央部付近におけるよりも、該中央部の両側の両側縁部において、より大となし、

該両側縁部の上方において、両側縁部の流動化ガスの上向き流路をさえぎり、かつ炉の中央に向けて転向せしめ、

炉底の中央部には、流動媒体が沈降する移

動層を形成し、両側縁部には流動媒体が活発に流動化している両側縁流動層を形成し、

前記流動媒体を、前記移動層内で沈降せしめ、該移動層の下部で前記両側縁部に移行せしめ、前記両側縁流動層内で上昇せしめ、該両側縁流動層上部で前記転向する流動化ガスにより前記移動層の頂部に向けて転向せしめて、炉内を循環せしめつゝ前記移動層に石炭等を供給して該石炭等のガス化を行なわしめることを特徴とする流動層ガス化方法。

2. 前記流動化ガスが、空気とスチームとの混合物又は燃料とスチームとの混合物である特許請求範囲第1項記載の流動層ガス化方法。

3. 前記両側縁部における流動化ガス質量速度が、4～20 Gmfである特許請求範囲第1項記載の流動層ガス化方法。

4. 前記流動媒体が、珪砂である特許請求範囲第1項記載の流動層ガス化方法。

5. 炉内下部に、水平面断面が矩形状の流動層室を備え、炉内底部に流動化ガス分散機構を

備え、該分散機構は、中央よりも両側縁部が低く形成されており、該ガス分散機構のうち両側縁部における流動化ガス質量速度を、中央部における流動化ガス質量速度よりも大となし、前記両側縁部の真上に流動化ガスの上向き流路をさえぎり、流動化ガスを炉内中央に向けて反射転向せしめる傾斜壁を備え、炉内上部にガス化原料投入口が設けられていることを特徴とする流動層ガス化炉。

6. 前記ガス分散機構の前記両側縁部に、灰分の排出口が接続されている特許請求の範囲第5項記載の流動層ガス化炉。

7. 前記移動層部に接する炉壁に、ガス化生成物であるチャーの供給口が接続されている特許請求の範囲第5項記載の流動層ガス化炉。

3. 発明の詳細な説明

〔産業上の利用分野〕

本発明は、流動層を用いるガス化方法及びガス化炉に関するものである。

〔従来の技術〕

石炭の歩留りがある程度犠牲にせざるを得なかつた。

このような破碎設備は、設備費用、運転費用、あるいは保守費用がかさみ、関連作業の手間を要し、設備のための設置スペースを要するといった欠点を有するばかりでなく、運転中の異物のかみ込みによる機械部品の損傷や動力の上昇に起因して破碎設備が停止し、さらには炉の運転自体を停止せねばならないといった重大な支障を招く場合があつた。

また、従来の流動層では、層内全体を活発な流動化状態で均一に保とうとしたため、生成ガスに伴って炉外へ飛散する未反応チャーの量が多く、高いガス化効率を得られなかつた。飛散チャーをサイクロン等の捕集装置を用いて分離・回収し、ガス化炉に供給しても、再び未反応のまま飛散してしまい、いたずらに捕集装置の負荷を増すのみで、ガス化効率を改善するまでには至らなかつた。こうした現象は粉化する性質を有する石炭ほど著しかつた。

石炭ガス化炉は、1920年代から1950年代にかけて移動層炉、流動層炉、気流層炉と相次いで実用化された。その後もそれぞれのガス化方式について多くのガス化炉の開発が行われたが、現在でもなお実用炉として稼働しているのは、移動層炉のLurgiと気流層炉のKoppers-Totzek炉を数えるにすぎない。最近新たに気流層炉のTexaco炉がこの中に加わろうとしている。

〔発明が解決しようとする問題点〕

従来流動層炉が使用できる石炭は、 $0.5 \sim 3 \text{ mm}$ の粉炭とされてきた。これより大きいと流動化を阻害するし、これより小さいと完全にガス化されないまま未反応チャーとして生成ガスに伴って炉外へ飛散してしまふ。

これを防ぐためこれまでの流動層炉では、石炭を炉に投入する前の前処理として、石炭をあらかじめ粉碎機等を用いて破碎・整粒することが不可欠の要素であつた。この前処理により、所定の粒径範囲に入らない石炭は利用できず、

さらに従来の流動層炉では、ガス化原料である石炭自身を流動媒体としたために、供給量とのバランスがとれず流動層高が不安定となつたり、アッシュ主体の流動層に変化したときに粒径の細かさからバブリングを生じて石炭とガス化剤との接触が悪くなる等、運転操作に支障を来すことがあつた。

一方、ガス化炉の規模について見ると、各方式とも現在運転中のもので $500 \sim 1000 \text{ t/d}$ が最大級であり、これより大容量のものは未だに実現されていない。発電用の微粉炭燃焼炉が 8000 t/d クラスの規模であるのに比べ、また、石炭ガス化の将来の市場規模から $5000 \sim 50000 \text{ t/d}$ が適正規模であることを考えれば、スケールアップの問題はいかにも大きいと言わざるを得ない。

流動層方式のこのような問題点を解決するために、深層流動層や二段流動層ガス化或は高温化による灰の融集化等が試みられているが、何れについてもなお次のことき欠点を有するもの

であつた。

- ① これは流動層炉に依らずあらゆる方式に共通しているが、石炭などのガス化原料を、炉に投入する前の前処理として破砕・整粒を行なうことが不可欠であり、破砕設備に関する諸々の費用、手間或はスペース上の損失のみならず、破砕設備の運転中のトラブルのために、炉の運転に支障を来すことがある。またこうした前処理のために、所定の粒径範囲に入らない石炭は利用できず、石炭の歩留りはある程度犠牲にせざるをえなかつた。
- ② 石炭粒子の層内滞留時間を長くとりうとした深層流動層は、チャー飛散の問題の解決にあまり有効ではなかつた。また深層流動層は、炉高を高くするとともに、炉の重量を増し、さらには炉壁からの熱損失を大きくする結果となつた。
- ③ 二段流動層ガス化は、下段炉にて上段炉からのチャーを燃焼させ、そこで生じた高温の燃焼ガスを上段炉に導き、上段炉に供給され

本発明は、ガス化炉の炉底部より上方に向けて噴出せしめた流動化ガスにより、流動媒体を流動化して形成せしめた流動層により、石炭等をガス化する流動層ガス化方法において、前記流動層は、水平面断面が矩形状の流動層室内に保持され、前記流動化ガスは、中央部よりも両側縁部が低く形成されているガス分散機構から噴出せしめられ、前記流動化ガスの質量速度を、前記炉底の中央部付近におけるよりも、該中央部の両側の両側縁部において、より大となし、該両側縁流動層の上方において、両側縁部の流動化ガスの上向き流路をさえぎり、かつ炉の中央に向けて転向せしめ、炉底の中央部には、流動媒体が沈降する移動層を形成し、両側縁部には流動媒体が活発に流動化している両側縁流動層を形成し、前記流動媒体を、前記移動層内で沈降せしめ、該移動層の下部で前記両側縁部に移行せしめ、前記両側縁流動層内で上昇せしめ、該両側縁流動層上部で前記転向する流動化ガスにより前記移動層の頂部に向けて転向せしめて、

た石炭の滞留を行なうというものであり、メタン濃度の割合に高いガスが得られるのが特徴である。上段炉でタールを生成しないためには1000℃近い温度を必要とするが、これに必要な熱量を下段炉におけるチャーの燃焼でまかなうのはかなり難しい操作を伴う。燃焼速度を上げようと温度を高くすれば、当然灰の溶融の問題が生じる。しかし最近の報告では、こうした問題もある程度克服され、かなり高いガス化効率が出るようになつてきている。ただし上下の二段炉となることにより、深層流動層以上に炉高が高く、装置が複雑になる問題がある。

- ④ 高温化による灰の凝集排出は、排出口の構造並びに条件が非常に難しく、未反応の石炭粒子を同伴してしまふ問題を生じている。

本発明は、こうした従来の欠点を除き、有用な流動層ガス化方法及びガス化炉を提供することを目的とするものである。

〔問題点を解決するための手段〕

炉内を循環せしめつつ前記移動層に石炭等を供給して該石炭のガス化を行なわしめることを特徴とする流動層ガス化方法。

〔具体例〕

本発明を、炭素とスチームをガス化剤として用いて石炭をガス化する場合について説明する。

第1図は、流動層ガス化炉を用いた石炭ガス化のフローの一例である。サイロ1に貯留された石炭は、供給要路2によりガス化炉3に定量供給される。一方炭素とスチームの混合ガスからなるガス化剤は、熱交換器5により予熱された後に、流動化ガスとしてガス化炉3に供給され、石炭と反応する。

ガス化炉3にて生成したガスは、二段のサイクロン4によりガス中に含まれる固形物を分離する。一段目のサイクロンで分離された固形物中には、未反応チャーが含まれるので、再びガス化炉3に供給される。二段目のサイクロンで分離された固形物は灰として排出され、ホッパーに貯留される。生成ガスは熱交換器5によ

り降盤し、次いで水洗浄塔6により冷却・洗浄された後に、アルカリ洗浄塔7により硫化水素の除去を行なう。こうして精製された生成ガスは、ガスホルダー8に貯留される。なおガス洗浄設備から出る廃水は廃水処理設備10に供給され、無害化処理される。

ガス化炉3について説明する。

第2図に示すごとく、ガス化炉3の炉底部には流動化用のガス化剤の分散板20が備えられている。分散板20は両側縁部が中央部より低く、炉の中心線36に対してほぼ対称な山形断面状に形成されている。両側縁部には不燃物及び灰分排出口30が接続され、32、33のスクリーコンベアにより、粗大な不燃物が流動媒体とともに排出される。

予熱された暖素とスチームの混合ガスからなるガス化剤は、分散板20から炉内に噴出し、傾斜壁24に当たって垂直面内の旋回流となり、珪砂などの流動媒体をこれに沿って動かして旋回流動層35が形成される。さらに後述する

する流動化ガスよりも低いか、あるいはスチームのみとしてもよい。

室の数は3以上の任意の数が選ばれる。多数の場合でも、流動化ガスの質量速度は中心に近いものを小、両側縁部に近いものを大とするようにする。両側縁部の室21、23の直上に流動化ガスの上向き流路をさえぎり、流動化ガスを炉中央に向けて反射転向せしめる反射壁として傾斜壁24が設けられている。傾斜壁24の上側は、傾斜壁24と反対の傾斜を有する傾斜面25が設けられ、流動媒体が堆積するのを防ぐようになつている。

炉内天井部27には、供給装置2の出口31に連なる石炭投入口28が、中央部の室22に対向するように設けられている。

ガス化炉3の原理につき説明する。通常の流動層においては、流動媒体は沸騰している水のごとき激しい流動状態を形成しているが、室22の上方の流動媒体は弱い流動状態にある移動層34を形成する。この移動層34の幅は、上方

ように炉内中央に下降移動層34が形成され、この下降移動層34及び旋回流動層35によつて石炭は短時間にガス化反応を完結させるため、粉砕・整粒を行なわなくとも流動化を阻害することなく高いガス化効率を得ることが出来る。

予熱された暖素とスチームの混合ガスからなるガス化剤は、導入部の室21、22、23を経て分散板20から上方に噴出せしめられている。両側縁部の室21、23から噴出するガス化剤の質量速度は流動層を形成するのに十分な大きさを有するが、中央部の室22から噴出するガス化剤の質量速度は前者よりも小さく選ばれている。例えば室21、23より噴出する流動化ガスの質量速度は4～20 Gmf、好ましくは6～12 Gmfであるのに対し、室22より噴出する流動化ガスの質量速度は0.5～3 Gmf、好ましくは1～2.5 Gmfに選ばれる。ここで1 Gmfは流動化開始質量速度である。

中央部の室22から噴出する流動化ガス中の酸素濃度は、両側縁部の室21、23から噴出

は狭いが、裾の方は分散板20の傾斜の作用も相まつてやや広がっており、そこでは室21、23からの大きな質量速度のガス化剤の噴射を受け、流動化され上方に吹き上げられる。こうして裾の流動媒体が除かれるので、室22の直上の流動媒体の層は自直で降下する。この層の上方には、後述のごとく旋回流を伴う流動層35からの流動媒体が補給される。これを繰り返して室22の上方の流動媒体は、弱い流動状態の下降移動層34を形成する。室21、23上に移動した流動媒体は流動化され上方に吹き上げられるが、傾斜壁24により反射転向して炉の中央に向いて旋回し、前述の下降移動層34の頂部に移動し、徐々に降下し、移動層34の裾に至つて流動化され再び吹き上がつて循環する。一部の流動媒体は、旋回流として流動層35の中で旋回循環する。

このような流動状態のガス化炉3に、石炭投入口28から投入された石炭は、下降移動層34の頂部に落下する。ここでは流動媒体は側縁部

から中央に向かつて流れているので、石炭はこの流れに巻き込まれて下降移動層34の頂部に容易にもぐり込む。従つて、粒径の細かいものまでも下降移動層34の中に取り込むことが出来るので、従来の流動層におけるごとく、スクリーンフィーダにより流動層内に直接供給するような機械的トラブルを招き易い方法を採用しないで済む。また活発な流動化により、生成ガスに同伴して未反応のまま炉外へ飛散するようなことをかなり防ぐことができる。

下降移動層34の中では、石炭の乾留反応が主体的に、ガス化反応が部分的に行なわれ、ガスとチャーが生成する。ここで生成したガスは上方または水平方向に抜け、チャーは流動媒体と共に両側縁部の流動層部35へと移動し、流動化ガスとして供給された酸素とスチームの混合ガスからなるガス化剤と、部分燃焼をとまなりガス化反応を引き起こす。下降移動層34の中で生成するガスは、ガス化剤の質量速度が小さいので、燃焼による損失を減らすことができ

る。下降移動層34と流動層35において生成したガスは、層上方のフリーボード部29にて混合し、高温雰囲気下でさらにガス化反応が進行する。下降移動層34は、流動化が比較的緩やかなので、生成したチャーのうち粒径がかなり細かいものでも、通常の流動層のようにガス化されずに飛散するようなことは起らない。例えば一部が飛散しても、炉外でサイクロン4により捕集して、再度炉に戻せば、比較的容易にガス化することが可能である。このように本ガス化炉では、前述した二段ガス化ときわめて類似した反応が、移動層34と流動層35に分かれて起きている。

下降移動層34に数10mm程度の大きな石炭を落下せしめて供給した場合、これは瞬間に室22の上まで落下するのではなく、下降移動層34の流動媒体の流れと共に徐々に降下する。さらに下降移動層34と流動層35を隔てる仕切り壁がないので、粒径の大きな石炭でも仕切り壁へ引つかからずに、下降移動層34から流

ることが可能となる。腐木材は発生量に季節変動があるので、石炭と混合利用することでガス化原料の多様化や原料コストの引き下げを図ることが出来る。また破砕の困難な粗大不燃物を含むような、例えば現状では埋立て処分されている燃焼不適ごみを、ガス化原料として用いることもできる。

助層35への移動を円滑に行なうことができ、また流動媒体の流れを阻害することもない。そのため石炭はかなり大きなものでも、下降移動層34の中で徐々に降下しながら乾留が行なわれ、下降移動層34の両端に達するころには大半が細片化したチャーになるので、両側縁部の流動層35の形成を阻害することはない。従つて石炭はあらかじめ粉砕機等で破砕・整粒する必要がなく、破砕設備一式を省略することができるのみならず、破砕プロセスにおけるトラブルにより、ガス化炉の運転に重大な支障を来すようなことを防ぐことができる。また移動層34中における反応は、通常の流動層中に比べれば穏やかに進行するので、大粒径の石炭を供給しても急速なガス発生による圧力変動を生じたりはしない。このため本ガス化炉の運転操作はきわめて容易となる。

破砕設備が不要となるため、石炭のように簡単に破砕できない腐木材などのバイオマス原料や腐プラスチックを、ガス化原料として利用す

ることが可能となる。腐木材は発生量に季節変動があるので、石炭と混合利用することでガス化原料の多様化や原料コストの引き下げを図ることが出来る。また破砕の困難な粗大不燃物を含むような、例えば現状では埋立て処分されている燃焼不適ごみを、ガス化原料として用いることもできる。

ガス化炉の能力は下降移動層34の沈降速度で決まると考えられる。発明者らの研究によれば、室22から噴出する流動化ガスの質量速度が小さすぎると、下降移動層34は流動性を失つて堆積を生じ、逆に大きすぎると活発な流動層となつて下降移動層34は形成されなくなる。この間の質量速度では、室22への流動化ガスを増大すれば、下降移動層34は流動性を増して沈降速度は大となる。沈降速度が大であるということは、流動媒体の循環量が大なることを意味し、ガス化能力が増大することになる。

本ガス化炉では、炉内に仕切り板等の障害物が全くないことにより、点検、補修が著しく容

易になる。また流動層が保持されているガス化炉の水平面断面の形状が矩形なので、異なる能力のガス化炉を設計するのに、同一断面で幅のみを変えれば良く、設計或は製作が容易となる。発明者らの研究によれば、炉幅を大きく変えても流動媒体の旋回効果はあまり変わらない。

本発明により、次のごとき実用上極めて大なる効果を有する、流動層ガス化方法及びガス化炉を提供することが出来る。

- ① 粒径の大きな原料でも、移動層の中で速やかに拡散し、十分なガス化効率を上げられるので、原料をあらかじめ破碎・整粒する必要がなくなる。
- ② 原料の無破碎供給が可能となるため、破碎設備の一切が不要となり、費用、手間およびスペース上有利になるばかりではなく、破碎プロセスにおけるトラブルに起因して炉が停止する、などの炉の運転に対する重大な支障が生ずるのを防ぐことが出来る。
- ③ 同じく、炉の上部より原料を落下させるの

を図ることが出来る。また、移動層の沈降速度の制御幅を大きくすることが出来る。

- ④ 移動層における反応は比較的遅やかなため、大粒径の原料が投入されても、圧力変動は小さく、運転操作はきわめて容易である。
- ⑤ ガス化炉が一室で、しかも浅層の流動層であるため、炉高が低くなり、炉壁からの熱損失を小さく出来る。また建設費上のメリットも大きい。
- ⑥ 流動媒体に送砂を用いるため、層高が安定であり、原料とガス化剤との接触も良好である。
- ⑦ 流動層の平面形状が矩形で、炉を幅方向（第2図の紙面に直角の方向）に延長することにより、流動層、移動層の作動条件をあまり変えることなく一基の炉の容量を増大することが出来る。
- ⑧ ガス分散機構が、中央部より両側縁部が低く形成されているので、移動層の幅における流動媒体の移動が円滑となり、流動媒体の循

で、従来の流動層内に直接供給する方法に比べ、供給装置の機械的トラブルを極力減らすことが出来る。

- ④ 同じく、用いる原料の歩留りを向上させることができる。
- ⑤ 同じく、石炭と廃木材や廃プラスチックとの混合利用のようなやり方が可能となり、原料の多様化や原料コストの引き下げが図れる。さらに破碎上問題になる不燃物を含むようなものを、ガス化原料として用いることも可能となる。
- ⑥ 同じく、原料中に含まれる微粉の割合が低く、しかも移動層の不活発な流動化の中で乾留による微粉化が行なわれるので、飛散する未反応チャーの量が少なく、従つてガス化効率を高くできる。例え飛散しても、捕集した後の再ガス化が比較的容易であることもガス化効率の向上につながる。
- ⑦ 流動媒体の移動層における沈降速度を大とし、炉内循環量を増し、ガス化容量の増大

を促進する。また、粗大な不燃物の円滑な排出を可能とする。

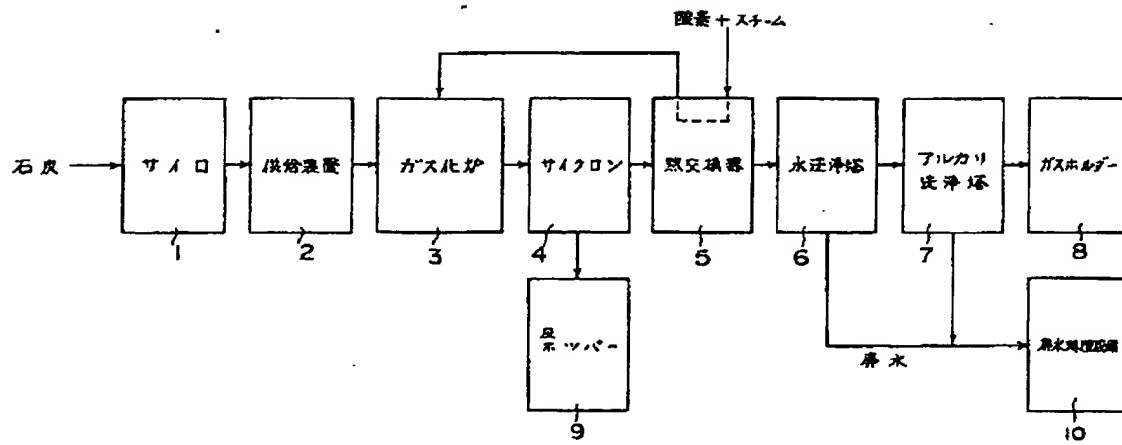
4. 図面の簡単な説明

第1図は石炭ガス化のフロー図、第2図は石炭ガス化炉の断面図を示す。

- 1…サイロ、2…供給装置、3…ガス化炉、4…サイクロン、5…熱交換器、6…水洗浄塔、7…アルカリ洗浄塔、8…ガスホルダー、9…灰ホッパー、10…廃水処理設備、20…分散板、21、22、23…室、24…傾斜壁、25…傾斜壁、26…炉壁、27…天井壁、28…石炭投入口、29…フリーボード、30…不燃物排出口、31…供給装置、32、33…スクリーコンベア、34…下降移動層、35…流動層、36…中心線。

特許出願人 株式会社 荏原製作所
代理人 吉 慎 桂
岡 松 田 大

第1図



第2図

